

北京图书馆藏

31646

中文资料

技术资料汇编

加氢二十五年

1950-1975



抚顺石油三厂

加氢二十五年

(1950—1975)

内部资料
注意保存

抚顺石油三厂

一九七六年



A792715

毛 主 席 语 录

中国人民有志气，有能力，一定要在不远的将来，赶上和超过世界先进水平。

中国应当对于人类有较大的贡献。

鼓足干劲，力争上游，多快好省地建设社会主义。

加氢二十五年

目 录

第一章 绪论	1
第一节 石油三厂加氢简史	1
第二节 加氢工艺概述	21
第二章 页岩轻柴油气相裂解加氢	38
第一节 碱煮精制页岩一号轻柴油气相裂解加氢	38
第二节 酸碱精制页岩一号轻柴油气相裂解加氢	41
第三章 页岩一号粗柴油气相加氢	43
第一节 页岩一号粗柴油两段加氢	43
第二节 页岩一号粗柴油气相精制加氢	45
一 工艺流程	45
二 正常运转条件	46
三 主要技术改进	48
四 催化剂寿命与产品加工方案	53
五 中压气相精制加氢	57
第四章 页岩二号粗柴油, 中榨油的加氢精制	60
第一节 页岩二号粗柴油气相精制加氢	60
第二节 页岩中榨油精制加氢	61
第五章 页岩气体汽油气相精制加氢	63
第一节 页岩气体汽油气相精制加氢	63
第二节 分段加油	65
第三节 页岩热裂化柴油气相精制加氢	70
第六章 页岩粗柴油及其加氢生成油的性状及组成分析	72
第七章 低温煤焦油液相及气相加氢	77
第一节 低温煤焦油高压液相裂解加氢	77
第二节 低温煤焦油中压液相裂解加氢	83
第三节 低温煤焦油中油气相裂解加氢	88
第八章 苏联原油、工业异辛烯加氢, 合成甲醇及苯加氢	90
第一节 苏联原油煤油馏份气相裂解加氢	90
第二节 工业异辛烯加氢	92
第三节 合成甲醇	97
第四节 苯加氢	101

第九章 大庆柴油馏份气相加氢	105
第一节 大庆含蜡重柴油气相裂解加氢	105
第二节 大庆焦化轻柴油气相精制加氢	109
一 引言	109
二 工艺流程	110
三 原料及生成油性状	112
四 主要技术改进	115
第十章 大庆直馏重柴油加氢裂化	121
第一节 第一、二次加氢裂化试运	121
第二节 第三、四、五次加氢裂化试运	124
第十一章 2号、3号、4号低比重航煤的工业化试生产	127
第一节 3号航煤的试生产	127
第二节 4号航煤的试生产	130
第三节 2号航煤的试生产	132
第十二章 九号航煤试制	135
第十三章 3705催化剂的汽油化加氢精制	141
第十四章 润滑油加氢“一顶三”新工艺	152
第一节 3715、3714催化剂的润滑油加氢	152
第二节 3722催化剂的润滑油加氢	166
第三节 3652 催化剂的加氢裂化	178
第十五章 3731新型分子筛催化剂润滑油加氢	202
第十六章 高压加氢操作要点	239
第一节 工艺流程概述	239
第二节 历年来工艺流程的改进	240
第三节 操作要点	241
第四节 影响加氢操作的主要因素	254
第十七章 高压加氢设备	256
第一节 概 述	256
第二节 加氢反应器及其材质	257
第三节 加氢反应器的内部结构	263
第四节 高压换热器	269
第五节 纯对流式高压加热炉	272
第六节 高压冷却器	272
第七节 高压分离器	274
第八节 高压泵	275
第九节 循环氢压缩机	276
第十八章 高压加氢设备维护	277
第一节 引 言	277
第二节 安全设施	278

第三节	高压设备材质	280
第四节	高压加氢管道的电弧焊接	293
第五节	高压管道与管件及其管理	297
第六节	高压设备的检查鉴定	308

附 录

附录 1	一些气体在空气中的着火点和爆炸范围	313
附录 2	一些油品在空气中的着火点和爆炸范围	313
附录 3	关于有毒气体的防止	313
附录 4	厂房内有毒气体的允许浓度	313
附录 5	名词解释	314
附录 6	加氢催化剂一览表	316

第一章 绪 论

第一节 石油三厂加氢简史

我厂是日伪时期留下的旧厂，当时日本帝国主义为了大量掠夺我国资源，为解决侵略战争中军用燃料不足，于1936年春开始筹建，同年冬天施工，由三家日本公司分别包建制氢、加氢、压缩三个主要车间，主要设备系由日本制妥后运来。日本帝国主义建这个工厂的目的是想利用抚顺烟煤为原料，采用德国柏白斯（Bergius）高压添氢法，经过液相及气相两段加氢制取航空汽油及车用汽油，作为侵华战争的军用燃料，妄图变中国为日本帝国主义的殖民地。

工厂于1937年底基本建成，1938年初开始设备空运，至同年5月才得到了液相生成油（即一段加氢生成油）直到1941年5月才以液相生成油为原料产出了气相生成油（二段加氢生成油即航空汽油的原料），虽然把装置开了起来，但产率与一次转化率都很低，循环油量很大，成本高，质量差。开始用的原料煤是抚顺露天矿烟煤，但因抚顺露天矿烟煤，碳氢比高，试验失败以后经当时日伪大连石油研究所小型试验证实，认为不宜采用，而改用碳氢比较低的胜利矿焦煤。1941年12月8日日本帝国主义发动太平洋侵略战争，日帝对军用燃料油的需用更为迫切，因而1943年12月停止了液相加氢而采用印度尼西亚苏门答腊岛的天然石油的轻灯油馏份，进行气相裂解加氢，生产航空汽油。1944年最高年产量仅为航空汽油1685吨，车用汽油1507吨，氧气818580立方米，甲醇22.0立方米（当时有日产1立方米甲醇的小规模试验装置，利用剩余气体，制造甲醇）。

1945年日本帝国主义投降，工厂陷入国民党反动派手中，不但没有生产，而且将主要设备与器材盗卖一空，使工厂受到了严重的破坏。

1949年全国解放后在党和毛主席的英明领导下，立即着手了工厂的修复工作，克服了重重困难，仅用一年多的时间，在1951年7月恢复了生产，成为我国第一座石油高压加氢工厂。

解放25年来，在毛主席无产阶级革命路线指引下，我厂广大职工坚持独立自主，自力更生，艰苦奋斗，勤俭建国的方针，发扬革命精神，不断排除修正主义路线的干扰和破坏，使我厂生产能力不断提高。特别是经过无产阶级文化大革命的战斗洗礼，全厂广大职工以阶级斗争为纲，狠批了刘少奇、林彪及其一伙的反革命修正主义路线，坚持党的基本路线，坚持无产阶级专政下继续革命，深入开展“工业学大庆”群众运动，贯彻“鞍钢宪法”，使老厂到处“旧貌变新颜”生产蒸蒸日上，新技术、新工艺不断涌现，产品品种不断增加，新型加氢催化剂不断试制成功，投入生产，加氢处理量1975年比1952年增高17倍，工厂上缴利润亦逐年增加，1975年比1952年增加了25倍，闯出了一条我国自己的加氢发展道路，这是毛泽东

思想的伟大胜利，是党的基本路线的伟大胜利，是无产阶级文化大革命的伟大胜利。

1951年开工初期，我们使用的原料是碱煮精制一号页岩轻柴油，含氮量为0.03%。采用自己研究，自己制备的1:9硫化钼—白土催化剂(代号3521)。在200气压下，360—460℃，空速0.52吨/米³-时条件下进行气相裂解加氢。加氢产品为70号车用汽油与灯用煤油，并试制成功89号航空汽油。

在我国第一个五年计划期间，我厂进行了扩建，1953年修复了第二套高压加氢设备，采用了页岩一号粗柴油的两段加氢、即预饱和加氢和裂解加氢的新工艺流程。预饱和加氢使用自制的硫化钼—活性炭催化剂(3531)。在生产过程中，由于原料油中所含氮、氧、硫和不安定化合物易在换热器和反应器系统结焦，给生产带来了很大困难，经采用了一系列如增设半液相反应器等技术措施后，使原料油在深度裂解前，先经过缓和的预加氢以除去大部分不安定的杂质，克服了结焦的关键。保证了装置的顺利运转。

1954年我厂进行了苏联库页岛原油及中亚细亚原油煤油馏份的气相裂解加氢，目的为制取航空汽油及航空煤油等优质产品。使用1:3硫化钼—白土催化剂(3511)，在200气压、400—418℃，空速0.54—0.67吨/米³-时的条件下，进行气相裂解加氢，成功地生产了一批航空汽油及航空煤油的基础油。

1955年根据国家需要，为了大量生产照明煤油和轻柴油，我厂加氢装置改为一阶段加氢精制，原料油采用页岩油直馏柴油馏份，如一号粗柴油、二号粗柴油及其榨蜡所得的冷榨油作为原料，使用3531催化剂，在200气压、360—470℃条件下进行气相加氢精制。产品为70号车用汽油、照明煤油、轻柴油及少量重柴油。在运转过程中，还试用过页岩中榨油作为加氢原料油。在空速0.49—0.72吨/米³-时条件下，生产车用汽油及柴油。重柴油收率为35%。

1957年为了考察降低操作压力对产品质量的影响，曾探索性地进行了页岩一号粗柴油中压气相加氢精制试验。操作压力降为70气压，空速0.7吨/米³-时、温度417℃，加氢结果：脱氮率62%，脱硫率76—81%，中压加氢精制耗氢量较200气压减少50%；但产品质量不稳，汽油含胶质高，柴油安定性也不够好。

同年末，为了配合兄弟单位生产，我厂开始加工页岩气体汽油(即轻质油)，并创造了以页岩一号粗柴油为主的分段加入页岩气体汽油的加工流程(简称“分段加油”)，克服了页岩气体汽油在200气压下预热过程中的结焦问题。页岩柴油，焦化粗汽油与裂化粗汽油也同样采用了分段加油的方法，解决了上述问题；在与一号粗柴油混合处理时，均可以制得合格的航空煤油。

1958年在党的总路线的光辉照耀下，我厂建成了我国第一套烟煤低温焦油高压液相加氢装置，并于1959年试运投产。采用抚顺古城子烟煤低温焦油为原料，以氧化钼—半焦(3592)为催化剂，在200气压，460—480℃的条件下进行高压液相裂解加氢。试运结果表明：低温焦油液相裂解加氢的沥青转化率，重油转化率、中油产率、氢耗量等主要指标均已达到了预期要求。

1959年我厂在中国科学院大连化学物理研究所配合下，仅用四个月时间，建成了一套烟煤低温焦油中压液相加氢装置，并顺利地投入了试运，试运结果表明：低温焦油通过中压液相加氢可以制取低级酚、汽油及柴油。其操作条件如下：压力为70气压，温度为450℃，氢油比1000:1，空速0.6—0.7吨/米³-时，催化剂为氧化钼—半焦(3592)。在上述条件下，中压液相加氢可以顺利运转而不致结焦。

同年我厂曾以烟煤焦油中油为原料，使用纯硫化钼催化剂（3561），在200气压，400~412℃，空速为0.53吨/米³-时的条件下，制得了合格的91号航空汽油。

1960年我厂在大搞综合利用和多品种生产时，曾进行过合成甲醇的试制，在不到半年的时间里，自行设计并建成了一套日产粗甲醇三吨的装置，合成甲醇采用氧化锌—氧化铬催化剂，压力200气压，温度260~410℃，使用水煤气与新氢气为原料，成功的制出了粗甲醇，并通过精馏，生产出合格的二级品精甲醇。

1961年开展了大庆含蜡重柴油的加氢试验工作。1962年初正式在工业装置上生产，以含蜡重柴油为原料，制取车用汽油，照明煤油等产品。催化剂先后使用了1:9硫化钼—白土（3521），1:3硫化钼—白土（3511）及硫化钨—白土（3622）等品种。前后共运转了九个周期，其中六个周期使用3622催化剂。1962年冬在生产上实现加硫措施后，生产工艺基本定型。运转周期最长可达5600小时。

1963年4月为了考察页岩热裂化柴油加氢精制，在工业上及经济上的合理性，曾使用石油一厂页岩热裂化柴油为原料，催化剂采用纯硫化钨（3581）和硫化钼—活性炭（3531）。反应条件与页岩一号粗柴油基本相同。结果证明：热裂化柴油加氢精制性能与一号粗柴油比较，无显著差异。

同年5月根据国家需要，进行了工业异辛烷的试制工作，原料为兰州炼油厂生产的工业异辛烯，采用硫化钨—硫化镍—氧化铝（3591）催化剂，加氢条件为：压力180—200公斤/厘米²，温度325—350℃，空速0.9—1.8米³/米³-时，成功地产出了合格的异辛烷。

1964年为了满足广大农村灯用煤油日益增长的需要，我厂改用大庆焦化轻柴油为原料。大庆焦化轻柴油是大庆渣油经延迟焦化装置加工后生产的粗柴油。用纯硫化钨（3581）催化剂，在200气压360—450℃，氢油比600米³/米³的条件下，进行加氢精制。经在工艺上进行了一系列较重大的技术改进后，终于使焦化轻柴油加氢精制得以正常投产，并使焦化轻柴油加氢精制的空速提高到2.8米³/米³-时，并生产出质量合格的车用汽油，照明煤油及轻柴油等产品。

加氢裂化是六十年代发展的炼油新工艺，是近年来炼油技术的一个重要发展，它的特点是操作灵活性强，采用不同原料油，操作条件，即可生产各种优质目的产品；产品收率高，产品几乎不含烯烃、硫、氧、氮等杂质，是一种比较先进的深度加工炼制过程。1965年在中国科学院大连化学物理研究所的共同努力下，我厂加氢裂化半工业装置正式投产，加氢裂化使用自制的氧化钨—氧化镍—硅铝催化剂（3652）。原料油为大庆330~490℃直馏重柴油。温度为420~450℃，压力为150公斤/厘米²，通过加氢裂化制备出合格的铂重整原料油，低冰点航空煤油和低凝固点柴油。这套装置是我国第一套自行研究，自行设计的加氢裂化装置。它的建成与投产，打破了美帝的垄断，实现了我国加氢工人独立自主，自力更生的宏愿。

1965年10月为了扩大航空煤油的来源，使航空煤油立足于国内，立足于战争。我厂遵照石油部的意见，在加氢装置上试生产了一批低比重，宽馏份航空煤油，产品按不同的规格简称为2号、3号、4号航煤。

在同年10月4日，首先在加氢二套进行了3号航煤组份的试生产。加氢原料为用大庆直馏重馏份中，加有20%的焦化蜡油所生产的Ⅳ型催化裂化柴油，在反应压力200大气压，温度360—400℃，体积空速1.3的操作条件下进行加氢精制，经蒸馏切割所得的145—266℃馏份，同石油二厂生产的-50℃直馏煤油按55:45体积比进行小型调合后，冰点为-57℃，比

重为0.8024,其他各项理化指标,均达到T—C航煤规格,加氢产品除3号航煤组份外尚有汽油和0°柴油。

在3号航煤胜利完成的基础上,转而试生产4号航煤,加氢原料改用石油二厂热裂化与延迟焦化的汽、柴油全馏份,按自然比混合而成(热裂化汽油:热裂化柴油:延迟焦化汽油:延迟焦化柴油=30:31.5:13.5:25(重%))。经加氢精制并切取85~265°C馏份后,加入33号添加剂0.155%,产品冰点达-42°C以下,比重0.750以上。产品的各项理化指标:除比重,冰点外,均与苏联T—2航煤规格接近。

2号航空煤油工业试生产,是在完成4号航空煤油生产后继续进行的。原料系石油二厂热裂化,延迟焦化汽,柴油按自然比例混合而成。经加氢精制并切取140—230°C馏份,产品冰点-50°C,比重0.7750以上。实践证明:利用上述混合油为加氢原料,加氢精制后切取140~230°C馏份,可直接达到2号航煤要求指标。

无产阶级文化大革命的伟大胜利,推动了工农业生产的新高潮。1969年燃化部,在抚顺地区组织了三氢大会战(制氢、加氢精制、加氢裂化的大会战),在燃化部军管会的亲切关怀下,在厂革委会的领导下,加氢工人高举“鞍钢宪法”伟大红旗,向七十年代加氢新技术、新工艺开展了声势浩大的进军。

1970年4月在我国第一颗人造卫星上天特大喜讯的鼓舞下,我厂加氢裂化催化剂攻关小组遵循伟大领袖毛主席关于“我们必须打破常规,尽量采用先进技术”的教导,仅用几个月的时间,就胜利地完成了直接用水玻璃和铝酸钠合成Y型分子筛的试验。Y型分子筛具有活性高、抗毒性强、选择吸附性好等特点。但目前国内仅几处进行试生产,而且成本高,工艺复杂,不能满足工业生产需要。为了解决Y型分子筛合成的工业化问题,攻关小组昼夜奋战连续进行50多次试验,终于打破了硅溶胶的老工艺,在工业装置上实现了Y型分子筛的合成工艺。

为了用增产汽油的实际行动,支援中国革命与世界革命,狠狠打击帝、修、反。1970年5月我厂在Y型分子筛工业合成取得胜利的基础上,开展了汽油化催化剂(3705)的研制工作,在大庆精神鼓舞下,依靠三结合的威力,仅用九个多月的时间,就使汽油化催化剂试验成功。通过工业装置试运证明:3705催化剂在相同条件下,以焦化轻柴油为原料的裂化活性为原有3581催化剂的一倍以上,为6434催化剂的两倍以上。3705催化剂的工业运转寿命也超过了3581催化剂。这种分子筛汽油化催化剂的试制成功,为加氢工艺的发展提供了新的途径。

按照燃化部对沸腾床渣油加氢裂化大、中、小装置一起上的意见,“三氢”沸腾床攻关小组于70年3月开展冷模工作,8月改装装置,11月就投入了沸腾床渣油加氢裂化的试验工作。先后共进行两次试验。通过试验证明:我厂加氢车间第五套半工业化装置所改装的沸腾床渣油加氢裂化装置的工艺流程,基本是合理可行的。

1970年末,燃化部要求我厂利用加氢的工艺生产润滑油。我厂根据部的要求立即进行润滑油加氢“一项三”试验,发扬了“外国有的,我们要有,外国没有的,我们也要有”的精神。

于一九七二年首次在我厂工业加氢装置上,投产使用的润滑油加氢催化剂,是以氧化铝及无定形硅铝为担体,加上钨、钼、镍为金属组份的3714、3715及3722号催化剂,采用大庆减二、三线蜡油为原料,生产出了首批润滑油产品,从而结束了我厂只能生产燃料油品的历史。

采用3714、3715及3722等我厂自制的新型催化剂，以大庆减二，三线油为原料时，在200公斤/厘米²、410℃、空速1.0时⁻¹条件下，可以获得轻质润滑油产品。但由于上述催化剂加氢降凝效果不足，以致不能生产重，中质润滑油，且润滑油产品有析蜡现象，给润滑油加氢“一顶三”新工艺的进展带来困难。

1973年在3722等催化剂的基础上，在试验室里试制成功一种以 β 沸石为担体以钼镍为金属组份的新型分子筛催化剂，即3731。通过中试放大等大量工作，终于在一九七三年二月在工业加氢装置上投产。当使用大庆减二、三线蜡油为进料时，在操作条件为200公斤/厘米²、400℃、空速1.0时⁻¹的条件下，可以生产出车用机油，柴油机油等十余种润滑油产品，通过工业装置一年多的长时期运转证明：新型分子筛催化剂用于大庆蜡油的加氢降凝，无论从催化剂的加氢活性、选择性、稳定性等方面都取得了较好的结果。

加氢润滑油“一顶三”工业化装置，自73年10月投产以来，至75年8月已连续正常运转26个月之久，其间虽屡经空速，原料油，气量和故障处理，开、停工等多种操作条件的变化，而3722、3731催化剂始终保持着较为稳定的活性，产品质量亦比较平稳，为了在“一顶三”装置上做提高空速，试产燃料的试验，于74年4月至6月上旬在加氢一、三套装置上进行了试生产，试验结果表明：一段3722催化剂的体积空速可自生产润滑油时的1.0提高至1.5~1.6，二段3731催化剂的体积空速可提高至1.7~2.0。在上述空速的基础上，“一顶三”产燃料油时，汽油的辛烷值比用3652催化剂时略高（达70左右），多种柴油（-35℃、-20℃农用柴油，10号重柴油）的质量也优于3652：同3652催化剂的液收比较，3652催化剂的液收高于3731，前者为96%，后者仅86.2%。

解放二十五年来，我厂的加氢工艺取得的进展，这是毛泽东思想的胜利，是毛主席无产阶级革命路线的胜利。二十五年的实践，使我们深深体会到：要创造加氢新工艺，进行工艺革命，一定会出现各种矛盾，但只要我们以毛主席光辉哲学思想为指针，以阶级斗争为纲，坚持高度革命精神和严格的科学态度相结合，在斗争中创新，在实践中依靠群众的智慧和力量，分析矛盾，解决矛盾，再大的困难也可以克服，就能推动加氢工艺革命沿着毛主席指出的“走自己工业发展道路”胜利前进。今后我们决心进一步发扬彻底革命的精神，为加氢工艺赶超世界先进水平，作出更大的贡献。

遵照毛主席关于“要认真总结经验”的教导，为了向兄弟单位学习，互相交流加氢工艺的经验，以深入开展技术革命和技术革新运动，多、快、好、省的迎接我国第五个五年计划，特将我厂二十五年来加氢工艺资料，汇集成册，但由于水平所限，汇编中的缺点和错误在所难免，衷心地希望提出指正。

1950—1975年历年来加氢装置处理的原料、品种，操作条件，产品性状及其使用的催化剂见表1—1，1950年—1975年历年来加氢装置主要技术经济指标，见表1—2。

表 1—1 1950—1975 年来加氢装置处理原料品种、操作条件及产品性状表

顺 生 原 催 化 剂 组 成 加 工 方 法	原 产 年 月 号	1				2				3				4				5				6			
		1951				1953				1954				1954				1955				1955			
加	氢	页岩*1轻柴油				页岩*1轻柴油				页岩*1轻柴油、中油				页岩*1轻柴油				页岩*1轻柴油				页岩*2粗柴油			
条	件	3521				3511				3511				3511				3531				3531			
		1:9硫化铝-白土				1:3硫化铝-白土				1:3硫化铝-白土				1:3硫化铝-白土				硫化铝-活性炭				硫化铝-活性炭			
加		高				压				氢				化				高				压			
氢		200				200				200				200				200				200			
条		360~460				360~470				400				418				360~470				360~470			
件		0.52				0.41				0.67				0.54				0.9~1.0				1.0~1.1			
		~60				~80				86.5				82.7				~70				~65			
		2660				1700				1085				1050				~1200				~1200			
		0.8172				0.8258				0.8382				0.8115				0.8474				0.8629			
		154				198				166				139				162				184			
		212				226.5				188				172.5				215				236			
		249				250				228				288				292				288			
		309				297				290				294				308				341			
		320				311				342				307				330				361			
		0.4				0.45				0.105				0.022				0.76				0.79			
		0.03				0.2				—				—				1.03				1.13			
		—				—				—				—				—				—			
		64.4				—				54				—				50.5				46			
		59.2				74.4				51.9				30				81				93			
		—				—				21				—				56.5				58.5			
		—				—				—				—				3.04				1.78			

产 品 性 状	比重 ²⁰ ₄	恩氏分馏初馏点℃	10%	50%	90%	干点	硫含量% (重)	氮 % (重)	溴价 克/100克	苯胺点 ℃	碘价 克/100克	可磺化物 %	酚 % (重)	生成油收率% (重)	<200°%	对生成油收率, 汽油 %	灯油 %	0° 柴油 %	重 柴 %
	0.7503	44	77.5	195	279	303	0.01	—	—	—	1.8	—	—	93	52.5	43.9	56.1		
	0.7555	47	96.5	188	257.5	309	0.01	—	—	—	2.0	—	—	96	57.5	51.5	48.5		
	0.7684	38	76	165	248	285	—	—	—	—	8.5	10	—	94.9	—	48.5 (航汽)	15	33.9 (航煤)	
	0.7120	30	50	114	217	238	—	—	—	—	—	—	—	90.7	86.5				
	0.8008	79	184	249	299	330	0.013	0.041	—	69	3.1	19.5	0.28	98	16	7.4	86.6 (59.8)	(32.3)	55 (6)
	0.8138	88	196	274	327	365	0.026	0.069	—	71	6.14	22	0.277	98	11	7.0	—	92.5	
收 率 及 产 品 分 布																			
主 要 工 艺 指 标																			
催 化 剂 寿 命 周 期 (日)	~90						~114												
每 米 ³ 催 化 剂 处 理 量 (吨)	~1100																		
备 注																			

续表 1-1

顺	号	7	8	9	10	11	12
生	年	1955	1955	1957	1958	1959	1959~1960
原	料	页岩冷榨油	页岩中榨油	页岩粗柴炭	页岩汽油	烟煤低温焦油中油	低温焦油全馏份
催	化剂	3531	3531	3531	3531	3561	3592
催	化剂组成	硫化钼—活性炭	硫化钼—活性炭	硫化钼—活性炭	硫化钼—活性炭	纯硫	三氧化钼—半焦
加	工方法	高压加氢精制	高压加氢精制	中压加氢精制	高压加氢精制	制	高压液相裂解加氢
加氢条件	压力(大气压)	200	200	70	200	200	200
	温度(℃)	430	420~430	415.7	360~450	410	480~486
	空速(吨/米 ³ -时)	0.63	0.49~0.72	0.7	1.15	0.53	0.8
	循环纯度(%)	80.8	78~80	87	70	65	70
	氢油比(米 ³ /米 ³)	2400	2100	1335	600~800	3000	930~990
	耗氢量(米 ³ /吨)			270			480
原料性质	比重d ₄ ²⁰	0.8733	0.9147	0.8210	0.7670	0.8916	(I) d ₄ ²⁰ 1.010 1.017
	恩氏分馏：初馏点(℃)	198	175	153	54.5	97	切 204 315
	10%	231	280	213	85.5	115	5%(重) 229 —
	50%	307	361	244	131.5	230	10%(重) 249 —
		346	426	282	198	281	20%(重) 275 —
	干点	363	—	302	257.5	305	30%(重) 302 —
	硫含量 % (重)	0.58	0.62	0.57	0.64	0.2	S%(重) 0.30 0.24
	氮 % (重)	—	0.74	0.62	0.14	0.55	C%(重) 83.2 86.2
	酸价克/100克	94.3	—	56.7	75.37	46.4	H%(重) 9.22 9.10
	苯胺点 ℃	50.5	—	—	25.2	—	O%(重) 0.75 0.74
状态	磺价克/100克	—	49.5	芳烃%39.5	—	水份	水份 0.61 —
	可磺化物 %	—	27	3.66	0.26	粘度60℃	粘度60℃ 399 572
	酚 % (重)	—	—	—	—	沥青%	沥青% 5.9 5.0
						灰份%	灰份% 0.081 0.051
						固体份重%	固体份重% 0.18 0.07
						<32.5°%(重)	<32.5°%(重) 34.2 32.4
						<230°%(重)	<230°%(重) 7.05

产 品 性 状	比 重 ₂₀ ⁴	0.8100	0.8326	0.8148	0.7490	0.8415	0.9500
	恩氏分馏初馏点℃	79	70	138	54.5	76	89
性	10%	194	185	201.5	83	132	137
	50%	275	310	244	128	205	312
状	90%	334	400	287	203.5	266	—
	干点	357	—	323	266	316	—
性	硫含量% (重)	0.01	0.02	0.136	0.039	0.02	0.1
	氮 % (重)	—	—	0.228	0.015	0.011	0.30
状	溴 价 克/100克	25.94	—	16.75	0.24	4.65	46.83
	碘 价 克/100克	74	73.3	58	50.0	20.4	20.4
性	可碘化物 %	—	—	芳烃%23.5	20.7	2	—
	酚 % (重)	—	—	1.84	0.12	—	2.6
收 率 及 产 品 分 布	生成油液收% (重)	98	97.9	98.3	96.8	—	91.31
	<200°% ① ②	7.8 8.2	12.5 6.0	8.5 4.2	— 83	30~40	10.5
主 要 工 艺 指 标	对生成油收率: 汽油 %	—	10° 柴油50.8	29.9	16	<230°% (重) 17.34	<325°% (重) 60.63
	灯油 %	56	10° 柴油35.6	10° 柴油65.8	—	—	—
催 化 剂 寿 命 周 期 (日)	0° 柴油% 重 柴%	91.7 — 35.2	—	—	—	—	—
	①脱氮率 42~58%	—	—	—	—	—	—
每 米 ³ 催 化 剂 处 理 量 (吨)	②脱氮率 68~89%	—	—	—	—	—	—
	—	—	—	—	—	—	—
备 注	—	—	—	—	—	—	—
	—	—	—	—	—	—	—

①催化剂加入量 0.50%
 ②反应入口固体份 9.0%
 ③沥青转化率 84%
 ④重油转化率 58%
 ⑤中油空时产率 0.35%

(1)低温热油全馏份
 (1)工作原料: 液相生成油
 全馏份: 重馏份=5:6
 大于325° 重馏份=5:6
 (重)

续表 1—1

顺 生 原 料	号 年 月	13			14		15	16	17
		1959~1960			1960		1961	1962	1963. 5
催 化 剂 组 成	料	低 温 焦 油 全 馏 份			页 岩*1 粗 柴 油 + 气 体 汽 油		大 庆 含 蜡 重 柴 油	新 型 + 水 煤 气 合 成 甲 醇	工 业 异 辛 烯
加 工 方 法	剂	3592			3531		3511	3623	3591
	成	三 氧 化 铝 — 半 焦			硫 化 铝 — 活 性 炭		硫 化 铝 — 白 土	ZnO-Cr ₂ O ₃	W-Ni-Y-Al ₂ O ₃
	法	中 压 液 相 裂 解 加 氢			高 压 加 氢 精 制		高 压 裂 解 加 氢	合 成	高 压 加 氢 精 制
加	压 力 (大 气 压)	70			200		200	200	180
氢	温 度 (℃)	440~460			360~470		464	360~410	325~350
条	空 速 (吨/米 ³ ·时)	0.78 (对 工 作 原 料)			1.0~1.3		0.41	5800	0.9
件	循 环 纯 度 (%)	68~70			~60		70~75	H ₂ + CO > 70%	77
	氢 油 比 (米 ³ /米 ³)	1000			~800		2500~3000		4000
	耗 氢 量 (米 ³ /吨)	352 (对 新 鲜 原 料)							189
原 料 性 状	比 重 d ₄ ²⁰	(I)	(I)	(II)	0.8196		0.8220	H ₂ /CO	0.7283
	恩 氏 分 馏: 初 馏 点 (℃)	1.0446	—	1.0597	65		267	= 2.3~2.4	90
	10%	166	215	194	110		296		104
	50%	239	324	242	229.5		325		109
	90%	—	—	—	298.5		366		116
	干 点	—	—	—	326.5		395	97.5% 馏 出 温 度 133	
	硫 含 量 % (重)	S % (重) 0.254	0.389	0.355	0.69		0.024	S % 0.003	
	氮 含 量 % (重)	C % (重) 88.20	—	83.70	0.583		0.013	N % 0.0057 1.4180	
	溴 价 克/100克	H % (重) 9.22	—	9.09	—		13.6	折 光 率 n _D ²⁰	
	苯 胺 点	N % (重) 0.692	0.766	0.698	38.4		95.6	溴 价 172	
性 状	碘 价 克/100克	沥 青 % 4.7	5.31	4.8	92.7			蒸 汽 压 87mmHg	
	可 磺 化 物 %	固 体 份 % 0.634	11.61	4.74	39			分 子 量 143	
	酚 % (重)	< 230° % 8.0	—	7.0				酸 度 6.019	
		< 350° % 50.0	17.5	48.5				空 白 辛 烷 值 83	
		< 230℃ 中 酚 含 量 63.5	—	—				烯 烃 % (重) 82.8	

产 品 性 状	比 重 ^{d₄²⁰}	0.9095	0.7334	0.7467	0.7921	0.7070
	恩氏分馏初馏点℃	114.5	59	32	64.64	62
	10%	206.5	103	77	64~67° 馏出	102
	50%	—	206	216	聚 98%	108
	90%	384.5	292	316	酸值 0.066	115
	干点	—	343	245	含醚量0.34%	97.5% 135
	硫含量% (重)	0.115	0.014	0.011	醛酮含量0.14%	S%0.003
	氮 % (重)	0.676	0.024	0.004	硫含量: 无	蒸汽压 209
	溴 价 克/100克	72	—	2.8	外观: 淡绿色	酸 度 0.086
	苯胺点 ℃	C% 83.83	59.3	81.5	实际胶质 痕迹	烷烃% (重) 95
	碘 价 克/100克	H% 10.31	4.31	—	非烃、芳烃% (重) 5	沉降胶质 无
	可碘化物 %	沥青% 0.76	7	—		
收 率 及 产 品 分 布	酚 % (重)					
	生成油液收% (重)	90.5~93	97.5	47	30.5% (粗甲醇)	97.5% (重)
	<200° %		47.5	32.6		
	对生成油收率汽油 %	<230° % 25	41	37.5		
	灯油 %	<350° % 75	47			
	0° 柴油 %		—			
主 要 工 艺 指 标	重柴 %		11.5			
	①沥青转化率 55.9%					
	②对新鲜原料的沥青转化率76%					
	③重油转化率36.6%					
	④轻质酚转化17.1%					
	工作原料中催化剂含量 1.125%		348	102		
催 化 剂 寿 命 周 期 (日)						
每米 ³ 催化剂处理量 (吨)			5700	935		
备 注	(I) 全馏份 (II) 残渣油 (III) 工作原料, (IV) 全馏分, 残渣油=3:1					